

研究论文

耦合燃烧室的焦炉炭化室内热过程的数值分析

金 珂<sup>1</sup>, 冯妍卉<sup>1</sup>, 张欣欣<sup>1</sup>, 林 蔚<sup>1</sup>, 张长青<sup>2</sup>, 杨俊峰<sup>2</sup>, 马小波<sup>2</sup>

(<sup>1</sup> 北京科技大学机械工程学院, 北京 100083; <sup>2</sup> 中冶焦耐工程技术有限公司, 辽宁 鞍山 114001)

**摘要:** 基于焦炉炼焦的流动、燃烧和传热过程, 以质量守恒、能量守恒和动量守恒定律为基础, 建立了焦炉燃烧室-炭化室耦合的三维非稳态数理模型, 开展了数值模拟, 将焦饼中心温度计算值与测量值进行了对比, 进一步比较了 3 种不同水分蒸发模型的计算结果, 分析了装炉煤水分含量、初始温度以及堆密度等工艺参数和操作参数对结焦时间的影响。研究表明, 所建立的燃烧室-炭化室耦合模型能够较好地模拟焦饼的加热过程, 并反映焦饼加热的高向均匀性, 同时采用煤预热技术、煤调湿技术、煤料密实工艺可以很好地提高生产效率, 为焦炉生产实际提供理论指导依据。

**关键词:** 焦炉; 炭化室; 燃烧室; 耦合模型; 数值模拟

**DOI:** 10.3969/j.issn.0438-1157.2012.03.016

**中图分类号:** TK 16

**文献标志码:** A

**文章编号:** 0438-1157 (2012) 03-0788-08

**Numerical analysis on thermal processes in coupled coking  
and combustion chambers of coke oven**

JIN Ke<sup>1</sup>, FENG Yanhui<sup>1</sup>, ZHANG Xinxin<sup>1</sup>, LIN Wei<sup>1</sup>, ZHANG Changqing<sup>2</sup>,  
YANG Junfeng<sup>2</sup>, MA Xiaobo<sup>2</sup>

(<sup>1</sup> School of Mechanical Engineering, University of Science and Technology Beijing, Beijing 100083, China;

<sup>2</sup> ACRE Coking and Refractory Engineering Consulting Corporation, Anshan 114001, Liaoning, China)

**Abstract:** To describe fluid flow, combustion and heat transfer in coke oven, a three-dimensional transient mathematical model with coupled coking and combustion chambers was developed and solved numerically. The calculated central temperature of the coke was compared with measured data. Three different evaporation models were compared. Effects of operational factors such as temperature, moisture content and density of charging coal were investigated. It is shown that the proposed model is suitable for describing thermal processes in the coke oven. It reveals whether the temperature distribution is uniform along the height of the chambers with coking evolution. Some measures may be used to improve the production efficiency, such as preheat, adjustment of moisture content, and densification for charging coal. This work is theoretically valuable for the operation of coke oven.

**Key words:** coke oven; coking chamber; combustion chamber; coupling model; numerical simulation

引 言

焦炭是冶金行业的主要原料, 是一个国家工业水平发达与否的重要指标。焦炉是炼焦工艺的主要

设备, 其主要部分为炭化室、燃烧室和蓄热室。炭化室是焦炉生产的主体部分, 其主要过程是完成配合煤到焦炭的转化; 燃烧室与蓄热室是焦炉的加热系统。早期研究者主要通过测试实际焦炉来进行研

2011-07-03 收到初稿, 2011-09-20 收到修改稿。

**联系人:** 冯妍卉。第一作者: 金珂 (1984—), 男, 博士研究生。

**基金项目:** 国家高技术研究发展计划重点项目 (2009AA063301)。

**Received date:** 2011-07-03.

**Corresponding author:** Prof. FENG Yanhui, yhfeng @ me.ustb.edu.cn.

**Foundation item:** supported by the High-tech Research and Development Program of China (2009AA063301).

究, 这样的研究规模大, 消耗大, 收获却很小。现阶段, 随着计算机技术的飞速发展, 数值模拟技术被广泛使用, 数值模拟的方法大大缩小了焦炉研究的时间和经费。

Tian 等<sup>[1-3]</sup>建立了炭化室的一维非稳态传热过程模型, 得出结焦过程中焦饼各处温度变化规律; Merrick 等<sup>[4]</sup>在已建模型中, 提出水分 100℃ 恒温蒸发模型。刘建平等<sup>[5]</sup>通过实验证明, 水分并非完全在 100℃ 蒸发。司俊龙等<sup>[6]</sup>提出了炭化室水分非线性蒸发模型。Yoshingaga 等<sup>[7]</sup>将干燥过程分成 3 个阶段, 恒速、减速和最终干燥阶段。邹志毅<sup>[8]</sup>在前人研究基础上建立了水分迁移速率模型。对于燃烧室的研究, Rainer 等<sup>[9]</sup>建立焦炉加热数学模型, 求得气体温度和炉墙温度分布。Barr<sup>[10]</sup>建立焦炉火道传热模型, 计算了燃烧室热交换过程。霍芳<sup>[11]</sup>结合推焦串序, 考察了燃烧室燃烧温度随时间的变化规律。在已有模型基础上, 在线控制系统也逐渐建立, 李公法等<sup>[12]</sup>根据智能控制策略, 建立了焦炉加热模糊智能控制系统。

虽然已有数学模型对焦炉研究提供了一定指导意义, 但多是以单室为主, 缺乏多室耦合模型; 单室模型多是一维或二维, 少见三维模型, 这些模型无法考察焦饼长向加热、高向加热的均匀性。本文在前人研究基础上, 基于焦炉生产工艺, 建立了描述耦合结构的燃烧室-炭化室内燃烧、流动和传热现象的三维数理模型, 为焦炉生产实际和优化操作提供理论依据。

## 1 炭化室-燃烧室耦合数理模型的建立

### 1.1 物理模型

在炼焦实际生产中, 焦炉燃烧室与炭化室是交

错依次排列的, 针对这样的结构特征以及焦化工艺流程, 以单对立火道、两个 1/2 炭化室作为研究对象, 具体结构如图 1 所示。

### 1.2 数学模型

根据炭化室非稳态周期性工作的特点, 建立炭化室-燃烧室耦合三维非稳态热过程的数学模型。

1.2.1 炭化室控制方程组 炭化室内的传热过程是: 炭化室隔墙、煤料吸收燃烧室的热量, 温度逐渐升高, 同时煤料中的水分被蒸干。引入如下假设:

(1) 由于对称性结构, 将炭化室中心面作为对称面来处理;

(2) 挥发分生成、逸出等过程产生的热量、化学反应热量和水分蒸发潜热采用等效比热, 等效热导率处理;

(3) 不考虑煤热解气态生成物的流动。

由此, 建立炭化室热过程控制方程组:

炭化室隔墙

$$\rho_w c_w \left( \frac{\partial T_w}{\partial \tau} \right) = \frac{\partial}{\partial x} \left( \lambda_w \frac{\partial T_w}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( \lambda_w \frac{\partial T_w}{\partial z} \right) \quad (1)$$

炭化室煤料

$$\rho_c c_c \left( \frac{\partial T_c}{\partial \tau} \right) = \frac{\partial}{\partial x} \left( \lambda_c \frac{\partial T_c}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( \lambda_c \frac{\partial T_c}{\partial z} \right) + S \quad (2)$$

式中  $T$  为温度, K;  $\tau$  为时间, s;  $\rho$  为密度,  $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ;  $c$  为比热容,  $\text{J} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ;  $\lambda$  为热导率,  $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ;  $S$  为化学反应热等内热源,  $\text{W} \cdot \text{m}^{-3}$ 。

1.2.2 燃烧室控制方程组 根据实际情况, 气体换向前的流动特性、温度的高向分布变化甚微, 影响时间短, 同时, 为了减少计算量, 缩短计算周期, 将燃烧室气体换向的影响忽略 (燃烧室每隔 30

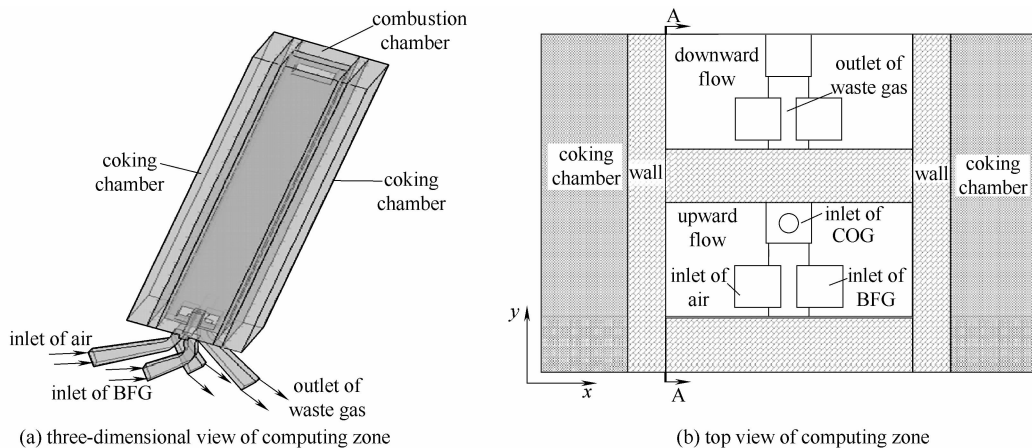


图1 焦炉炭化室-燃烧室耦合物理模型

Fig. 1 Physical model of coupled coking and combustion chambers

min 换向一次, 换向时间约 45 s)。

### (1) 连续方程

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial (\rho u_i)}{\partial x_i} = 0 \quad (3)$$

式中  $u_i$  为  $i$  方向流体速度 ( $i=1, 2, 3$ ),  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ 。

### (2) 动量方程

$$\frac{\partial (\rho u_i u_j)}{\partial \tau} + \frac{\partial (\rho u_i u_j)}{\partial x_j} = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \mu \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \right] \quad (4)$$

式中  $u_j$  为  $j$  方向气体速度 ( $j=1, 2, 3$ ),  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ;  $\mu$  为气体黏性系数,  $\text{Pa} \cdot \text{s}^{-1}$ ;  $p$  为压力,  $\text{Pa}$ 。

### (3) 能量方程

$$\frac{\partial \rho H}{\partial \tau} + \frac{\partial (\rho u_j H)}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ \alpha \left( \frac{\partial H}{\partial x_i} + \frac{\partial H}{\partial x_j} \right) \right] \quad (5)$$

式中  $\alpha$  为气体热扩散系数,  $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ ;  $H$  为气体焓值,  $\text{J} \cdot \text{kg}^{-1}$ 。

### (4) $k$ - $\epsilon$ 方程

$$\frac{\partial (\rho k)}{\partial \tau} + \frac{\partial (\rho k u_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\rho C_\mu k^2}{\epsilon \sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \epsilon - Y_M \quad (6)$$

$$\frac{\partial (\rho \epsilon)}{\partial \tau} + \frac{\partial (\rho \epsilon u_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\rho C_\mu k^2}{\epsilon \sigma_\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{k} (G_k + C_{3\epsilon} G_b) - C_{2\epsilon} \rho \epsilon \frac{\epsilon^2}{k} \quad (7)$$

式中  $k$  为湍流脉动动能,  $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ ;  $\epsilon$  为湍动能耗散率,  $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ ;  $G_k$  为由层流速度梯度而产生的湍动能,  $\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ ;  $G_b$  为由浮力产生的湍动能,  $\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ ;  $Y_M$  为在可压缩湍流中过渡扩散产生的波动,  $\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ ;  $C_{1\epsilon}$ 、 $C_{2\epsilon}$ 、 $C_\mu$  为常量,  $C_{1\epsilon}=1.44$ ,  $C_{2\epsilon}=1.92$ ,  $C_\mu=0.09$ ;  $\sigma_k$ 、 $\sigma_\epsilon$  为湍流 Prandtl 数,  $\sigma_k=1.0$ ,  $\sigma_\epsilon=1.3$ 。

### (5) 气相燃烧模型

$$\rho \frac{\partial \bar{f}}{\partial \tau} + \frac{\partial (\rho u_i \bar{f})}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left( \frac{\mu_i}{\sigma_i} \frac{\partial \bar{f}}{\partial x_i} \right) + S_s \quad (8)$$

$$S_s = \iiint B \rho f_i f_{\text{ox}} \times \exp(-E/RT) p(f_i, f_{\text{ox}}, T) df_i df_{\text{ox}} dT \quad (9)$$

式中  $E$  为反应活化能,  $\text{J} \cdot \text{mol}^{-1}$ ;  $S_s$  为质量源项;  $\bar{f}$  为混合分数时均值, %;  $R$  为气体常数,  $8.31 \text{ J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 。下角标  $f$ 、 $\text{ox}$  分别代表燃料、氧化剂。

### (6) 辐射传热模型

$$q_r = -\frac{1}{3(K_{\text{av}} - K_{\text{sv}}) - AK_{\text{sv}}} \cdot \nabla G \quad (10)$$

$$\frac{\partial}{\partial x_i} \left( \Gamma \frac{\partial G}{\partial x_i} \right) - AG + 4AGT^4 = S_G \quad (11)$$

式中  $K_{\text{av}}$ 、 $K_{\text{sv}}$  为辐射吸收、散射系数,  $\text{m}^{-1}$ ;  $G$  为入射辐射;  $A$  为线性各相异性相位函数系数;  $\sigma$  为辐射常数,  $5.67 \times 10^{-8} \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-4}$ ;  $S_G$  为辐射源相。

### 1.2.3 边界条件和初始条件

#### (1) 边界条件

炭化室顶部:  $\frac{\partial T}{\partial z} \big|_{z=H} = 0$ ; 炭化室底部:

$$\frac{\partial T}{\partial z} \big|_{z=0} = 0; \text{炭化室中心面: } \frac{\partial T}{\partial x} \big|_{x=0} = 0。$$

燃烧室煤气入口:  $v_{\text{air}} = v_0$ ,  $T_{\text{air}} = T_0$ 。

燃烧室空气入口:  $v_{\text{air}} = v_1$ ,  $T_{\text{air}} = T_1$ 。

燃烧室废气出口:  $p_{\text{out}} = p_0$ 。

#### (2) 初始条件

炭化室墙面初始温度:  $T \big|_{\text{wall}, t=0} = T_w$ 。

装炉煤初始温度:  $T \big|_{\text{coal}, t=0} = T_c$ 。

为确定耦合结构中燃烧室的初始条件, 将燃烧室单室在绝热条件下模拟计算得到的温度场、流场和浓度场作为耦合计算中燃烧室的初场。此方法可提高耦合计算精度, 减少计算时间。

### 1.3 水分的蒸发潜热及化学反应处理

化学反应热和水分蒸发潜热采用等效比热法处理。等效比热法就是把潜热或反应热折算成比热加在实际比热上。潜热或反应热随温度的变化称为等效比热, 用  $c_e$  表示。

(1) 水分蒸发潜热 水分蒸发潜热有 3 种处理方法。

#### ① 变速冷凝蒸发

Hideyuki 等<sup>[13]</sup> 利用实验方法研究了水分蒸发过程。将水分蒸发分为 3 个区间: 冷凝区间  $T_0 \sim T_1$  ( $20 \sim 70^\circ\text{C}$ ), 恒速干燥区间  $T_1 \sim T_2$  ( $70 \sim 150^\circ\text{C}$ ), 减速干燥区间  $T_2 \sim T_3$  ( $150 \sim 300^\circ\text{C}$ )。基于实验结果, 引入水分冷凝增量。

$T_0 \sim T_1$  (冷凝段) 水汽冷凝量

$$\omega_{\text{moisture}} = (1+x)\omega_{\text{moisture},0} \quad (12)$$

式中  $\omega_{\text{moisture}}$  为水分含量;  $\omega_{\text{moisture},0}$  为装炉煤水分含量;  $x$  为水分冷凝量, 约为  $0.2 \sim 0.5$ 。

$T_1 \sim T_2$  (恒速干燥段)、 $T_2 \sim T_3$  (减速干燥段) 水分蒸发等效比热为

$$c_{e,i} = \frac{H_w \omega_{\text{moisture},i}}{T_{i+1} - T_i} \quad (i=1,2) \quad (13)$$

式中  $H_w$  为水分蒸发潜热,  $\text{J} \cdot \text{kg}^{-1}$ ;  $\omega_{\text{moisture},i}$  为相应区段水分蒸发量,  $\omega_{\text{moisture},1}$  约为  $75\% \sim 80\%$ ,  $\omega_{\text{moisture},2}$  约为  $20\% \sim 25\%$ 。

② 水分恒温蒸发

水分恒温蒸发模型假设水分蒸发仅发生在 100℃。计算时，认为水分蒸发潜热在一定温度内  $T_a \sim T_b$ （如 100~101℃）平均分配，则水分蒸发等效比热为

$$c_e = \frac{H_w \omega_{moisture,0}}{T_b - T_a} \tag{14}$$

③ 非线性蒸发

非线性蒸发将水分蒸发分为多个线性阶段。本文以两个温度区段（20~100℃，100~120℃）划分炼焦煤水分的蒸发，等效比热计算式形式与式（14）相同。

（2）化学反应热处理 煤料在焦化的过程中伴随着化学反应热的生成<sup>[14]</sup>。若煤料在某一温度范围  $T_m \sim T_n$  内的总化学反应热为  $H_c(\text{J} \cdot \text{kg}^{-1})$ ，则相应化学反应热的等效比热为

$$c_e = \frac{H_c}{T_b - T_a} \tag{15}$$

2 模型的数值求解

模型求解利用 CFX 求解器，网格总数约 60 万。计算采用全隐式耦合算法。扩散项采用形状函数进行插值离散，对流项离散采用二阶精度迎风格式。计算残差为  $10^{-4}$ ；初始时间步长为 0.001 s，随着计算推进，逐渐增大时间步长。

3 模型的验证及结果分析

3.1 基本工况的模拟和验证

基于某钢厂 6 m（炭化室高度）焦炉，结合文献 [11] 操作参数和工艺参数，应用已建立数理模

型进行求解，计算工况如表 1 所示。

表 1 模拟计算工况  
Table 1 Simulation cases

| Parameter                                                 | Value |
|-----------------------------------------------------------|-------|
| inlet velocity of BFG/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$     | 13.36 |
| inlet temperature of BFG/K                                | 1373  |
| inlet velocity of air/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$     | 12.45 |
| inlet temperature of air/K                                | 1373  |
| initial temperature of wall in chamber/K                  | 1400  |
| temperature of charging coal/K                            | 363   |
| mass fraction of moisture in charging coal/%              | 10    |
| density of charging coal/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ | 740   |

其中，硅砖以及煤料的比热、热导率以及密度见文献 [14]。燃烧室加热煤气为高炉煤气（BFG），其成分如表 2 所示。

表 2 高炉煤气成分  
Table 2 Components of blast furnace gas

| Component        | Volume ratio/% |
|------------------|----------------|
| CO <sub>2</sub>  | 10.52          |
| O <sub>2</sub>   | 0.29           |
| CO               | 26.78          |
| H <sub>2</sub>   | 2.58           |
| CH <sub>4</sub>  | 0.19           |
| N <sub>2</sub>   | 55.28          |
| H <sub>2</sub> O | 4.36           |

计算主要对炭化室温度随时间变化进行考察，选取考察点位置如图 2 所示。

炭化室焦饼中心面上，即图 2(b) 中坐标标为（1，2，2）位置的温度模拟值与实测值<sup>[11]</sup>的对比如图 3 所示。

可见，模拟值与实测值基本吻合，相对误差小

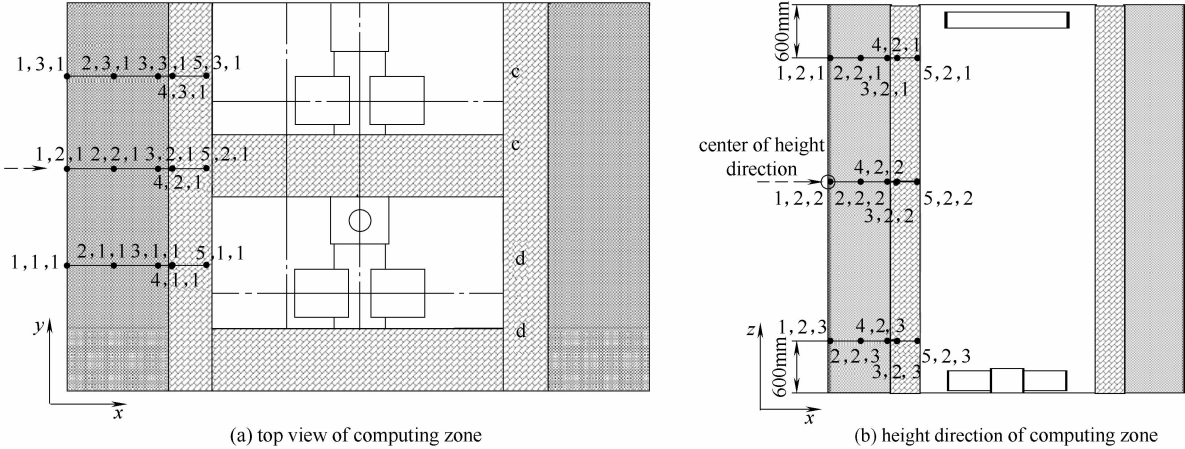


图 2 炭化室温度考察点的选取

Fig. 2 Temperature monitoring points in coking chamber

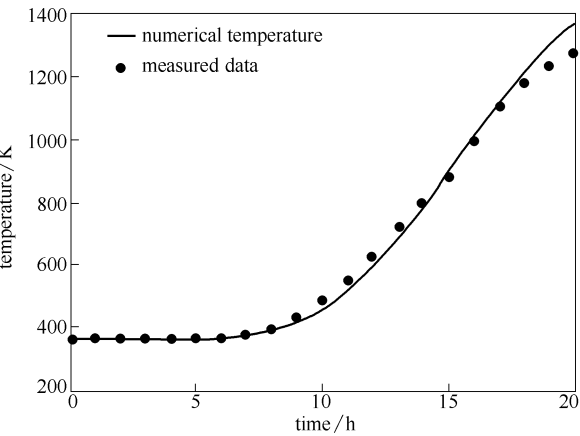


图 3 焦饼中心温度计算结果与实测值对比  
Fig. 3 Comparison of numerical temperatures and measured data

于 5%，验证了本文耦合数理模型的准确性。炭化室结焦时间（指焦饼中心温度达到 950~1050℃所需时间）为 20 h 左右。

工程实际中，为考察焦饼加热高向（ $z$  方向）均匀性，通常直接测量焦饼上、中、下 3 点温度来确定。焦饼高向温度的模拟值如图 4 所示。计算结果表明，模拟工况下，焦饼高向上、中、下点的温差小于 40℃，符合实际生产工况。中部温度最高，下部温度最低。因为中部隔墙受热面对应于燃烧室火焰区，在火焰的直接辐射作用下，焦饼中部隔墙

获得的热量最多；而焦饼下部对应燃烧室底部，燃烧还未充分，获得的能量相对较小。从图 4(e) 中可见，炭化室墙面温度在炼焦初期会下降，因为此时炭化室墙面从燃烧室的吸热量小于其对炭化室煤料的放热量；大约 2 h 后，温度降至 800℃左右开始回升。

在结焦过程中，炭化室从燃烧室吸收的热量随着炼焦过程的进行也发生着变化。炭化室-燃烧室耦合壁面（A—A 壁面）的位置如图 1(b) 和图 5 所示。

计算得出 A—A 壁面在各个时刻的热流值如表 3 所示。

表 3 耦合壁面的热流值

| Time/h             | Surface |        |        |        | Area average value |
|--------------------|---------|--------|--------|--------|--------------------|
|                    | 1       | 2      | 3      | 4      |                    |
| 1                  | 7882.4  | 4890.5 | 9365.4 | 4924.8 | 7452.4             |
| 5                  | 7318.5  | 4270.2 | 8422.1 | 4290.5 | 6738.6             |
| 10                 | 6753.1  | 3958.2 | 7648.4 | 3974.7 | 6181.2             |
| 15                 | 6493.2  | 3707.3 | 7366.5 | 3717.1 | 5915.5             |
| 20                 | 5173.4  | 2841.4 | 6177.2 | 2857.3 | 4784.4             |
| time average value | 6729.6  | 3917.1 | 7744.6 | 3934.6 | 6193.3             |

计算结果显示，随着炼焦过程的进行，炭化室从燃烧室的吸热量逐渐减小，因为在炼焦过程中，

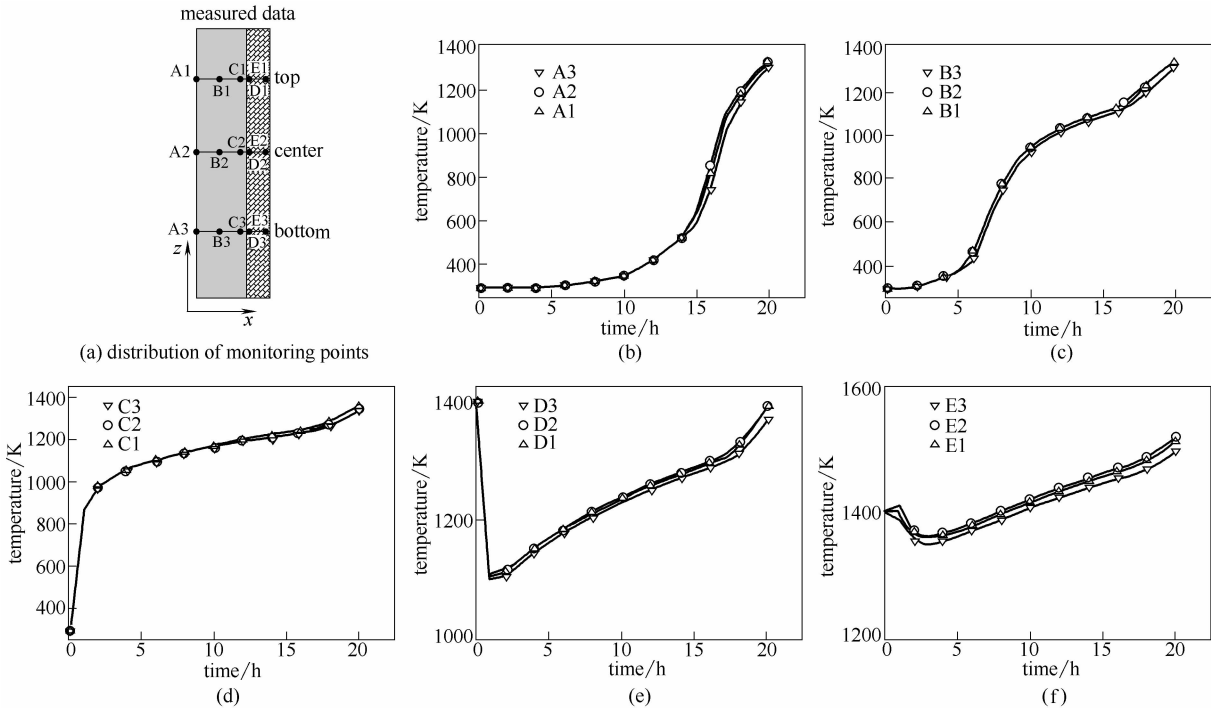


图 4 炭化室内温度随时间的变化  
Fig. 4 Variation of temperature with time in coke chamber

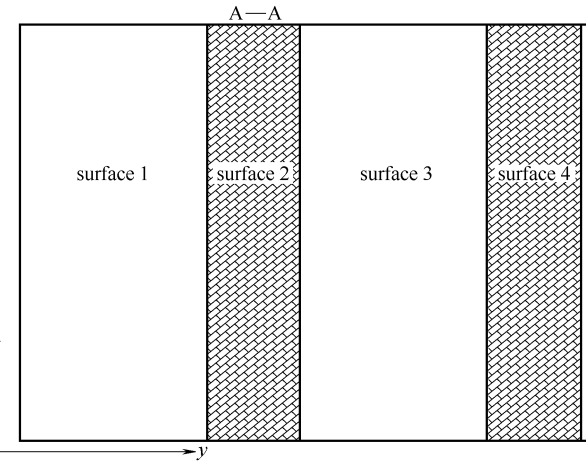


图 5 炭化室-燃烧室耦合壁面示意图  
Fig. 5 Left view of coupled wall of coke and combustion chambers

炭化室内煤料温度逐渐升高，即炭化室与燃烧室温差逐渐缩小，所以吸热量逐渐减小。同时，表面 1 和表面 3 由于直接与燃烧气体接触，在高温气体辐射和对流作用下，传热量相对较大，而表面 2 和表面 4 接触的是燃烧室隔墙，因此，传热量相对较小。

在燃烧室内，气体进行着复杂的燃烧，流动及传热过程，其流场分布如图 6 所示。计算得出燃烧室内循环倍率为 46%（循环倍率定义：废气循环量/燃烧产生废气总量），现场实测值为 50% 左右。采用废气循环工艺可以延长燃烧火焰长度，提高高向加热均匀性，并有效降低燃烧废气中  $\text{NO}_x$  含量<sup>[15]</sup>。

燃烧室内可燃气体（主要是 CO）浓度分布如图 7 所示，根据 CO 浓度分布图，可见燃烧室内火

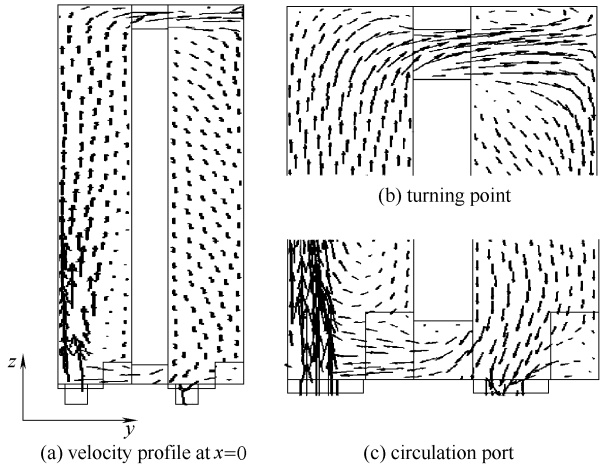


图 6 燃烧室流场分布  
Fig. 6 Velocity field in combustion chamber

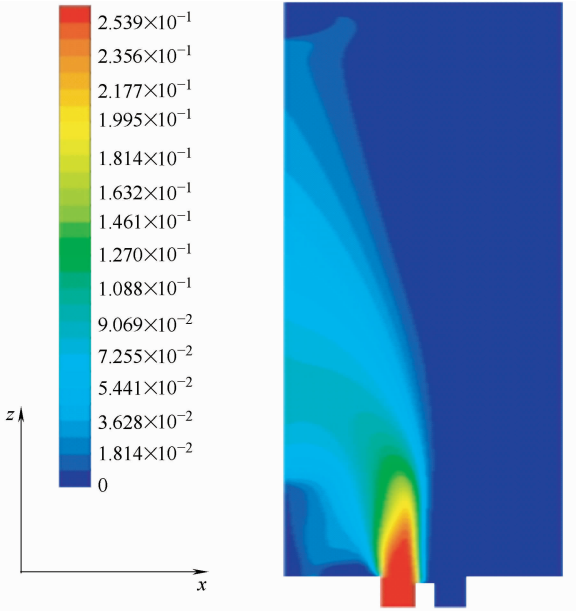


图 7 燃烧室 CO 浓度分布  
Fig. 7 Concentration distributions of CO in combustion chamber ( $y=0.3\text{ m}$ )

焰高度为 1.4 m 左右。

### 3.2 影响因素分析

除变速冷凝蒸发模型以外，水分蒸发过程的描述还有 100℃ 恒温蒸发模型<sup>[4]</sup>和非线性蒸发模型<sup>[6]</sup>。不同水分蒸发模型下焦饼中心温度计算结果与实测值比较如图 8 所示。

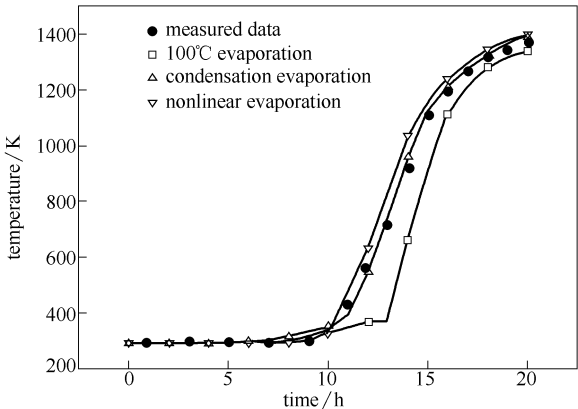


图 8 不同水分蒸发模型下焦饼中心温度的变化  
Fig. 8 Evolution of central temperature of coke with different moisture evaporation models

结果显示，采用水分恒温蒸发模型时，焦饼中心处温度出现一平直区段，因为此时水分恒温（100℃）蒸发，直到水分完全蒸发。非线性蒸发或冷凝变速蒸发模型中，将水分蒸发分在不同温度区间处理，因此温度变化曲线相对恒温蒸发较为平

滑。对比实测值<sup>[11]</sup>, 非线性蒸发和变速冷凝蒸发模型更加符合生产实际。

在焦炉生产中, 结焦时间会受到装炉煤水分含量、初始温度及堆密度影响, 本文分别进行了考察, 得到焦饼中心温度随时间变化规律, 如图 9~图 11 所示。可见, 随着装炉煤水分含量增加, 装炉煤初始温度降低和装炉煤堆密度的增大, 结焦所需时间加长。

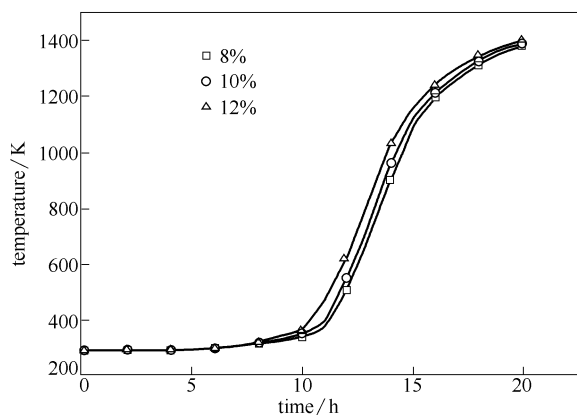


图 9 不同装炉煤水分含量对焦饼中心温度的影响

Fig. 9 Effects of moisture mass fraction of charging coal on central temperature of coke

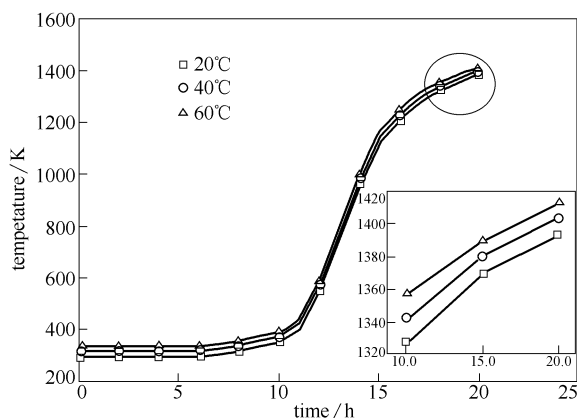


图 10 装炉煤初始温度对焦饼中心温度的影响

Fig. 10 Effects of temperature of charging coal on central temperature of coke

## 4 结 论

本文基于焦炉燃烧室与炭化室的耦合结构, 建立了描述流动、燃烧、传热的三维非稳态数理模型, 重点考察了炭化室及焦饼温度随时间的变化规律, 主要结论如下:

(1) 理论计算值与实测值吻合较好, 验证了本文耦合数理模型的准确性;

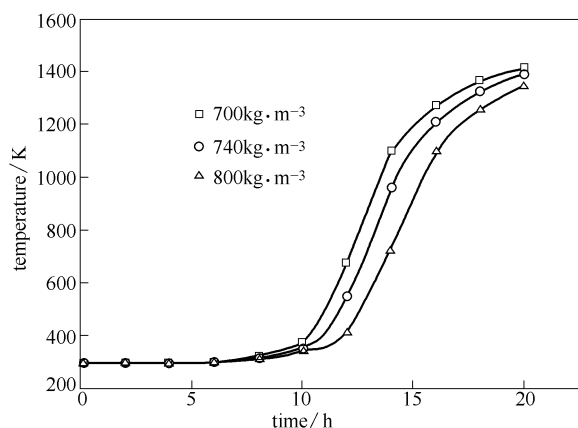


图 11 不同装炉煤堆密度对焦饼中心温度影响

Fig. 11 Effects of density of charging coal on central temperature of coke

(2) 焦饼结焦时间约为 20 h 左右; 沿高度方向, 焦饼中部温度较高, 上部与下部温度较低, 高向温差不超过 40℃, 满足高向均匀性;

(3) 随着装炉煤水分含量增加、或/和装炉煤初始温度降低、或/和装炉煤堆密度的增大, 结焦所需时间加长。

## References

- [1] Tian Daiqin. Computer analysis of heat transfer in coke oven [J]. *Fuji Iron & Steel*, 1969 (8): 31-43
- [2] Rodhe. Calculation and measurement of the non-stationary temperature field in the plusis coking and chemical works [J]. *Chemical*, 1969 (1): 1-8
- [3] Zhu Hongxiang (朱宏祥). Present status and developmental trend of mathematical model for coke oven heating process [J]. *Industrial Heating (工业加热)*, 2000, **3**: 4-7
- [4] Merrick D. Mathematic model of the thermal decomposition of coal [J]. *Fuel*, 1983, **62** (5): 534-570
- [5] Liu Jianpin (刘建平), Zhao Qinqiang (赵钦强). Pyrolysis of coal and its influencing factor [J]. *Popular Standardization (大众标准化)*, 2005 (8): 34-37
- [6] Si Junlong (司俊龙), Wen Zhi (温治), Liu Xunliang (刘训良). Heat transfer model of coking chamber based on moisture nonlinear evaporation [J]. *Journal of Zhejiang University (浙江大学学报)*, 2007, **41** (10): 5-12
- [7] Yoshingaga M, Kubo T. Approximate simulation model for sintering process [J]. *Sumitomo Search*, 1978, **20** (11): 1-14
- [8] Zou Zhiyi (邹志毅). Mathematical model and computer simulation of moisture transfer process during sintering [J]. *Sintering and Pelletizing (烧结球团)*, 1994 (2): 1-7
- [9] Rainer Worberg, et al. Mathematical model for coke oven heating//Ironmaking Conference Proceedings [C]. Paris: Academic Press, 1983: 227-235

[10] Barr P V. A heat transfer model of the tall coke oven flue// Ironmaking Conference Proceedings [C]. New York: Academic Press, 1987: 283-297

[11] Huo Fang (霍芳). The mathematical model of longitudinal temperature and its application in the 3# coke oven in Baosteel [D]. Beijing: University of Science and Technology Beijing, 2003

[12] Li Gongfa (李公法), Kong Jianyi (孔建益), Jiang Guozhang (蒋国璋). Research on model of fuzzy compound intelligent control system for heating process in coke oven [J]. *Control and Instruments in Chemical Industry* (化工自动化及仪表), 2008, **35** (1): 53-56

[13] Hideyuki Kunmasa, Tsukasa Chikasa, *et al.* Mechanism of moisture transfer across the oven width at early stage of carbonization [J]. *Steel*, 1996, **82** (5): 393-396

[14] Si Junlong (司俊龙). Modelling of layered transmission process in heterogeneous porous media and its application [D]. Beijing: University of Science and Technology Beijing, 2009

[15] Loffler. NO<sub>x</sub> formation in natural gas combustion—a new simplified reaction scheme for CFD calculations [J]. *Fuel*, 2005, **86**: 512-523